

Р. ТАВАСТ, Ю. ЯАКСОО

ОПТИМАЛЬНОЕ УПРАВЛЕНИЕ ПРОЦЕССОМ ПРОИЗВОДСТВА ФОРМАЛЬДЕГИДА ИЗ МЕТАНОЛА

Часть I

Излагаются результаты исследования законов управления квазистационарным химическим процессом. Работа состоит из двух частей. В первой части дается постановка задачи управления и методика математического моделирования процесса с оценкой точности модели. Вторая часть посвящена численному расчету оптимальных режимов конкретного процесса и будет опубликована отдельно.

При производстве формальдегида, как и при многих других квазистационарных каталитических процессах, возникает задача определения оптимальных законов изменения режимов во времени. Активность катализатора непрерывно изменяется, и в определенный момент эксплуатация данной массы катализатора становится экономически нецелесообразной. Этот момент определяет срок службы катализатора. Качество управления процессом оценивается рядом экономических и технологических показателей. Каждому состоянию катализатора соответствует вполне определенная оптимальная комбинация состава исходной смеси и нагрузки на катализатор.

Расчет оптимальных в каком-нибудь смысле режимов контактного процесса представляет собой типичную задачу теории оптимального управления. Успешность ее решения в значительной степени предопределяется адекватностью имеющейся математической модели исследуемому процессу, в связи с чем основное внимание в первой части работы будет уделено конструированию математической модели, пригодной для целей управления.

1. Постановка задачи

В качестве объекта управления рассмотрим контактный аппарат с неподвижным слоем катализатора, через которой под избыточным давлением проходит смесь паров воды и метанола с воздухом. Управляющими воздействиями являются концентрации (или парциальные давления) метанола и кислорода в парах и нагрузка на катализатор. Обычно вместо концентраций рассматриваются весовые соотношения воздуха, воды и метанола в парах. Совокупность управляющих воздействий обозначим вектором управлений $x = (x_1, \dots, x_p)$.

Результат контактного процесса характеризуется вектором $\eta = (\eta_1, \dots, \eta_q)$, координатами η_j которого являются компоненты контактного газа, температура в зоне контактирования, выход формальдегида, производительность и др. Благодаря старению катализатора вектор η явно зависит и от времени t . Будем рассматривать вектор-функцию $\eta(x_1(t), \dots, x_p(t))$ на интервале времени $[0, T]$, равном циклу службы катализатора.

Нас будут интересовать лишь следующие координаты, необходимые для решения задачи управления:

- $\eta_g = \eta_g(x, t)$ — производительность по $\beta_f\%$ -ному формалину, тонн в единицу времени;
- $\eta_k = \eta_k(x, t)$ — затраты на производство η_g тонн формалина, руб.;
- $\eta_c = \eta_c(x, t)$ — себестоимость тонны формалина, руб.;
- $\eta_\Phi = \eta_\Phi(x, t)$ — выход формальдегида на пропущенный метанол;
- $\eta_{\theta_k} = \eta_{\theta_k}(x, t)$ — измеряемая температура в зоне контактирования, °С;
- $\eta_\gamma = \eta_\gamma(x, t)$ — соотношение содержания метанола к формальдегиду в контактном газе.

Очевидно, что $\eta_k(x, t) = \eta_g(x, t) \eta_c(x, t)$.

Величина η_c определяется ценой метанола h_m , требуемым содержанием формальдегида в формалине β_f , выходом формальдегида η_Φ и постоянной составляющей себестоимости c^0 :

$$\eta_c(x, t) = \frac{\beta_f h_m}{\eta_\Phi(x, t)} + c^0.$$

Компоненты вектора x :

x_1 — отношение содержаний кислорода и метанола в парах; x_2 — отношение содержаний воды и метанола; x_3 — нагрузка на катализатор, тонн в единицу времени.

Наибольший практический интерес для производства представляет задача нахождения управлений в функции времени, обеспечивающих заданный объем производства формалина заданного качества за цикл при минимально возможных затратах. Следовательно, математическая формулировка задачи имеет следующий вид: найти вектор-функцию времени $x^*(t)$, $0 \leq t \leq T^*$, удовлетворяющую условиям (1.1) — (1.7).

$$\int_0^{T^*} \eta_k(x^*(t), t) dt = \min_{x \in X} \int_0^{T^*} \eta_k(x(t), t) dt \tag{1.1}$$

— условие минимума затрат на интервале $[0, T]$;

$$\int_0^{T^*} \eta_g(x^*(t), t) dt = G^{T^*} \tag{1.2}$$

— условие заданного объема выпуска продукции на том же интервале.
Допустимая область управления X задается следующими условиями:

$$\gamma' \leq \eta_\gamma(x(t), t) \leq \gamma'' \tag{1.3}$$

— условие заданного качества продукции;

$$\eta_{\theta_k}(x(t), t) \leq \theta_k^0 \tag{1.4}$$

— условие термической устойчивости катализатора;

$$x_1' \leq x_1(t) \leq x_1'' \tag{1.5}$$

— условие взрывобезопасности;

$$x_2' \leq x_2(t) \leq x_2'' \quad (1.6)$$

— условие технологической осуществимости процесса;

$$x_3' \leq x_3(t) \leq x_3'' \quad (1.7)$$

— условие механической устойчивости катализатора.

Неравенства (1.4) — (1.7) представляют условия физической осуществимости управлений.

Число T^* не фиксировано заранее, а определяется из условия минимума средней себестоимости за цикл (1.8), включая затраты K^0 за время W простоя агрегата и на замену катализатора, которые принимаются постоянными:

$$\frac{\int_0^{T^*} \eta_k(x^*(t), t) dt + K^0}{\int_0^{T^*} \eta_g(x^*(t), t) dt} = \min_T \frac{\int_0^T \eta_k(x^*(t), t) dt + K^0}{\int_0^T \eta_g(x^*(t), t) dt} \quad (1.8)$$

G^T определяется, исходя из производственного плана G^P на отчетный период P (квартал, год) при фиксированных W и T .

Очевидно

$$G^T = \frac{G^P T}{P - W_\Sigma}$$

Суммарное время простоя W_Σ на P зависит от параметра ω (сдвига начала цикла); ω — случайная величина $0 \leq \omega \leq T$. Можно показать, что математическое ожидание W_Σ при равномерном распределении вероятностей ω выражается как

$$M\{W_\Sigma\} = W \frac{P}{W + T}$$

Текущее состояние процесса в момент t характеризуется выработкой формалина $G(t)$ и суммарными расходами $K(t)$ с начала цикла до момента t :

$$G(t) = \int_0^t \eta_g(x(t), t) dt \quad (1.9)$$

$$K(t) = \int_0^t \eta_k(x(t), t) dt \quad (1.10)$$

Задача отыскания минимума величины $K(T)$ при условиях (1.2) — (1.7) сводится к максимизации некоторой функции $H(x(t), \psi(t), t)$ согласно принципа максимума для неавтономных систем [1], т. е.

$$H(x^*(t), \psi(t), t) = \max_{x \in X} H(x(t), \psi(t), t), \quad (1.11)$$

причем

$$H = \psi_k \eta_k(x(t), t) + \psi_g \eta_g(x(t), t). \quad (1.12)$$

Здесь ψ_g — решение уравнения

$$\frac{d\psi_g}{dt} = - \frac{\partial H(x(t), \psi(t), t)}{\partial G(t)}.$$

В простейшем случае, когда координаты η_j не зависят от G , будет $\psi_g = \text{const}$. ψ_k является произвольной отрицательной константой, принимаем $\psi_k = -1$.

$G(T)$ будет функцией ψ_g , если при каждом t выполняется (1.11), поэтому ψ_g находится согласно (1.2) решением уравнения

$$G(\psi_g, T) - G^T = 0. \quad (1.13)$$

Таким образом, (1.12) принимает вид

$$H = \psi_g \eta_g(x(t), t) - \eta_k(x(t), t). \quad (1.14)$$

Отметим, что выражение (1.14) формально тождественно выражению «чистого дохода» в единицу времени, причем «цена» продукта равна ψ_g и должна рассчитываться исходя из заданного производственного плана, согласно (1.13). Таким образом, исходная задача (условия (1.1) — (1.7)) сводится к задаче максимизации «чистого дохода» (1.14) в каждом фиксированном малом интервале времени.

Уравнения

$$\eta_g = \eta_g(x(t), t), \quad \eta_\Phi = \eta_\Phi(x(t), t), \quad \eta_V = \eta_V(x(t), t), \quad \eta_{\Theta_k} = \eta_{\Theta_k}(x(t), t),$$

а также условия (1.2) — (1.7) представляют математическую модель M процесса и могут быть получены либо чисто статистическим (эмпирическая модель M_e), либо теоретическим методом в комбинации со статистическим анализом (теоретическая модель M_t).

Применение M в целях управления предопределяет некоторые особенности ее составления. Требуемая точность определения отдельных координат различна, находясь в зависимости от их физического смысла. Так, условия физической осуществимости (1.4), (1.5), (1.6), (1.7) должны выполняться с заданной вероятностью для каждого индивидуального наблюдения (критичные условия), в то время как экономические условия (1.2) и (1.3) должны выполняться с заданной вероятностью для средних значений совокупностей наблюдений (некритичные условия).

Немаловажное значение имеет также определение области возможных значений \bar{X} , в пределах которой M имеет заданную адекватность управляемому объекту.

2. Модель M_e

Эмпирическая модель для управления процессом представляется системой линейных уравнений регрессии

$$y_j = b_{0j} + \sum_{i=1}^p b_{ij} x_i \quad (j = 1, 2, \dots, q), \quad (2.1)$$

которая является оценкой гипотетической системы уравнений

$$\eta_j = \beta_{0j} + \sum_{i=1}^p \beta_{ij} x_i \quad (j = 1, 2, \dots, q).$$

Применению M_e для целей управления должен предшествовать количественный анализ точности модели. Вопросам точности моделей управления в литературе не уделялось должного внимания, хотя применение M_e без обоснованных доверительных интервалов лишено всякого смысла.

Следует различать два типа доверительных интервалов значений функций:

1) фидуциальный интервал, попадание в который средних значений η_j при фиксированных x_i гарантируется с заданной вероятностью $1 - \alpha$; двухсторонний фидуциальный интервал ограничен сверху функцией

$$y_j + t_{\frac{\alpha}{2}, N-p-1} \Delta_j^f \text{ и снизу функцией } y_j - t_{\frac{\alpha}{2}, N-p-1} \Delta_j^f \text{ (} f\text{-границами);}$$

2) толерантный интервал, попадание в который индивидуальных значений η_j при фиксированных x_i гарантируется с заданной вероятностью $1 - \alpha$. Двухсторонний толерантный интервал ограничен сверху функцией $y_j + t_{\frac{\alpha}{2}, N-p-1} \Delta_j^\tau$ и снизу функцией $y_j - t_{\frac{\alpha}{2}, N-p-1} \Delta_j^\tau$ (τ -границами).

$t_{\frac{\alpha}{2}, N-p-1}$ есть $100 \frac{\alpha}{2}$ -процентная точка t -распределения с $N - p - 1$ степенями свободы.

Для построения доверительных интервалов многомерного регрессионного уравнения введем обозначение

$$A = \| a_{ih} \|, \text{ причем } a_{ih} = \sum_{i=1}^N \sum_{h=1}^N (x_i - \bar{x}_i)(x_h - \bar{x}_h).$$

Как известно [2], при многомерной регрессии толерантные интервалы для η_j определены функцией

$$\Delta_j^\tau = s_j \sqrt{1 + \frac{1}{N} + \sum_{i=1}^p \sum_{h=1}^p (x_i - \bar{x}_i)(x_h - \bar{x}_h) a^{ih}}$$

и фидуциальные интервалы для η_j — функцией

$$\Delta_j^f = s_j \sqrt{\frac{1}{N} + \sum_{i=1}^p \sum_{h=1}^p (x_i - \bar{x}_i)(x_h - \bar{x}_h) a^{ih}},$$

где s_j — остаточное стандартное отклонение; N — число наблюдений; a^{ih} — элемент матрицы A^{-1} ; \bar{x}_i, \bar{x}_h — средние значения.

В случае построения односторонней границы берем 100α -процентную точку t -распределения с $N - p - 1$ степенями свободы.

Предлагается использовать τ - и f -границы следующим образом. Если условиями задачи управления какая-либо функция η_j ограничена, то в модели в качестве ее оценки примем τ -границу при критичных условиях и f -границу — при некритичных условиях, с учетом знака неравенства ограничения. Этим гарантируется выполнение условий исходной задачи с заданной вероятностью $1 - \alpha$.

Ограничения поставленной задачи (1.3)—(1.7) определяют допустимую с точки зрения технологических и экономических соображений область X . Кроме того, свойства исходного статистического материала определяют некоторую область \bar{X}_j , внутри которой уравнения регрессии имеют заданную точность. Максимально допустимое стандартное отклонение среднего значения $(\Delta_j^f)_{\max} = \frac{\tilde{s}_j}{\sqrt{N}}$ определяет границу фидуциальной допустимой области \bar{X}_j :

$$(\Delta_j^f)_{\max} = \frac{\tilde{s}_j}{\sqrt{N}} = \frac{s_j}{\sqrt{N}} \sqrt{1 + N \sum_{i=1}^p \sum_{h=1}^p (x_i - \bar{x}_i)(x_h - \bar{x}_h) a^{ih}}.$$

Рассмотрим η_u , $u = 1, 2, \dots, q - r$, где r — число координат η , определяющих область X . Обозначим

$$\frac{\tilde{s}_u^2}{s_u^2} = \beta_u.$$

Тогда $\beta_{\min} = \min \beta_u$ ($\beta_{\min} > 1$) определяет область \bar{X} , точки которой удовлетворяют условию

$$\frac{N}{\beta_{\min} - 1} \sum_{i=1}^p \sum_{h=1}^p (x_i - \bar{x}_i)(x_h - \bar{x}_h) a^{ih} \leq 1. \quad (2.2)$$

Нетрудно видеть, что область \bar{X} является эллипсоидом. Условие (2.2) добавляется к условиям (1.1)—(1.7) задачи управления.

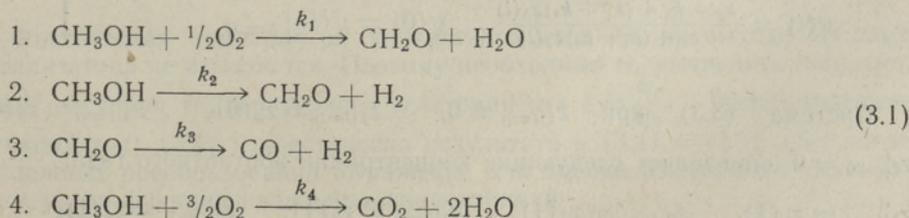
3. Модель M_1

При конструировании теоретической модели используются теоретические основы каталитических процессов в комбинации со статистическим анализом промышленного объекта.

Сложность явлений, происходящих в слое катализатора, исключает возможность поэтапного изучения диффузии, адсорбции и кинетики реакций, в связи с чем приходится ограничиться формальным описанием макрокинетики реакций, наличие которых подтверждается анализом контактного газа.

Предполагаются гомогенный слой идеального вытеснения и установившийся поток газов.

Примем следующую схему реакций, отличающуюся от принятой ранее [3] только предположением, что СО получается при термическом распаде формальдегида:



Кажущиеся коэффициенты скоростей k_1, k_2, k_3, k_4 являются не только чисто кинетическими коэффициентами, но учитывают также лимитирующий эффект диффузии. Стационарное распределение концентраций по высоте слоя катализатора l ($0 \leq l \leq 1$) при линейной скорости газов v можно представить уравнениями материального баланса

$$\left. \begin{aligned} v \frac{dz_1}{dl} &= k_2 z_2 + k_1 z_2 z_3 - k_3 z_1 \\ -v \frac{dz_2}{dl} &= k_2 z_2 + (k_1 + k_4) z_2 z_3 \\ -2v \frac{dz_3}{dl} &= (k_1 + k_4) z_2 \\ v \frac{dz_4}{dl} &= k_4 z_2 z_3, \end{aligned} \right\} (3.2)$$

в которых z_1, z_2, z_3, z_4 — концентрации $\text{CH}_2\text{O}, \text{CH}_3\text{OH}, \text{O}_2$ и CO_2 соответственно.

Учитывая факт прохождения реакций во внешнедиффузионной области, принимается порядок реакций не выше 1,5.

Аналитическое интегрирование системы (3.2) дает следующие соотношения:

$$\left. \begin{aligned} z_1(l) &= z_2(l) [d(0) z_2(0)^{g(0)} \cdot z_2(l)^{-g(l)} - d(l)] \\ z_2(l) &= z_2(0) \frac{(1-R)^2 e^{-Cl}}{(1-R e^{-Cl})^2}, \quad z_3(l) = -a + B \frac{1 + R e^{-Cl}}{(1-R e^{-Cl})^2} \\ z_4(l) &= \frac{k_4 z_2(0)}{vCR} \left\{ \frac{(1-R)^2 [(1-R e^{-Cl})(B+a) - B]}{(1-R e^{-Cl})^2} - \right. \\ &\quad \left. - (1-R)(B+a) + B \right\} \\ a &= \frac{k_2}{k_1 + k_4}, \quad R = \frac{A-B}{A+B} \\ A &= a + z_3(0), \quad B = \sqrt{A^2 - z_2(0)}, \quad C = \frac{k_1 + k_4}{v} B \\ d(l) &= \frac{k_2 + k_1 z_3(l)}{k_2 - k_3 + (k_1 + k_4) z_3(l)}, \quad d(0) = d(l) |_{l=0} \\ g(l) &= \frac{k_2 - k_3 + (k_1 + k_4) z_3(l)}{k_2 + (k_1 + k_4) z_3(l)}, \quad g(0) = g(l) |_{l=0}. \end{aligned} \right\} (3.3)$$

Система (3.3) при $z_1|_{l=0} = 0, z_2|_{l=0} = z_2(0), z_3|_{l=0} = z_3(0), z_4|_{l=0} = 0$ определяет следующие концентрации контактного газа:
 $z_1|_{l=1} = z_1(1), z_2|_{l=1} = z_2(1), z_3|_{l=1} = z_3(1), z_4|_{l=1} = z_4(1).$

Зная фактические концентрации $z_2(0)$, $z_3(0)$, $z_1(1)$, $z_2(1)$, $z_3(1)$, $z_4(1)$ и скорость v , можно вычислить кажущиеся коэффициенты скоростей реакций k_1 , k_2 , k_3 , k_4 , удовлетворяющие системе (3.3). В таблице (см. приложение) приводятся значения коэффициентов скоростей, вычисленные для каждой смены одного цикла работы катализатора. Графики функций $z_1(l)$, $z_2(l)$, $z_3(l)$ (3.3) при средних для того же цикла значениях k_1 , k_2 , k_3 , k_4 , v , $z_2(0)$, $z_3(0)$ и при $k_3 = 0, 5, 10$ изображены на рис. 1.

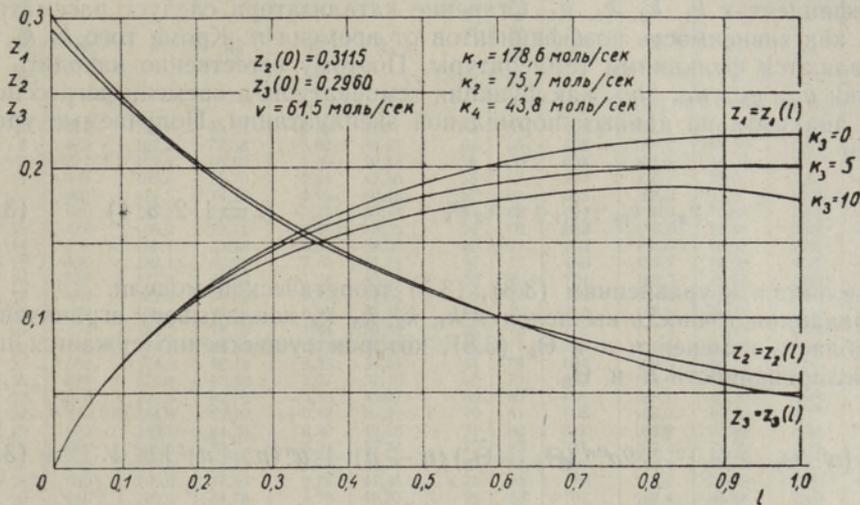


Рис. 1.

Уравнение теплового баланса учитывает приход физической теплоты $Q_s = c_{ps} v \Theta_s$, унос теплоты с контактным газом $Q_v = c_{pv} v \Theta_v$ при соответствующих теплоемкостях c_p , температурах Θ и скорости газа v и выделяемое в реакциях количество теплоты Q_r .

Приближенно

$$Q_r = H_1 k_1 \bar{z}_2 \bar{z}_3 + H_2 k_2 \bar{z}_2 + H_3 k_3 \bar{z}_1 + H_4 k_4 \bar{z}_2 \bar{z}_3, \tag{3.4}$$

где H_i теплоты отдельных реакций; $\bar{z}_i = \int_0^1 z_i(l) dl$ — средние значения концентраций по высоте слоя.

Пренебрегая тепловыми потерями в реакторе, можно выписать уравнение теплового баланса

$$Q_s + Q_r + Q_v = 0. \tag{3.5}$$

Фактическая температура контактного газа Θ_v на выходе из слоя катализатора не измеряется. Поэтому необходимо Θ_v вычислять косвенно, путем введения температурного коэффициента $\xi = \frac{\Theta_v}{\Theta_k}$. Интегрирование функций $z_i(l)$ (3.3) и подстановка результата в (3.4) и (3.5) дает после несложных преобразований выражение для оценки измеряемой температуры y_{Θ_k} в функции начальных концентраций

$$y_{\Theta_k} = \frac{1}{c_{pv} v \xi} \left\{ c_{ps} v \Theta_s + \{ (H_1 k_1 + H_4 k_4) \left[-a + B \left(1 + \frac{2}{C} \ln \frac{1 - Re^{-C}}{1 - R} \right) \right] - H_2 k_2 \} \times \frac{z_2(0)(1-R)}{RC} \left(1 - \frac{1-R}{1 - Re^{-C}} \right) \right\}. \quad (3.6)$$

Учитывая, что $H_3 \ll H_1, H_2, H_4$ и $k_3 \ll k_1, k_2, k_4$ [4] (см. приложение), пренебрегаем теплотой реакции 3.

В принятой структуре модели свойства катализатора скрываются в коэффициентах k_1, k_2, k_3, k_4 . Старение катализатора следует рассматривать как зависимость коэффициентов от времени n . Кроме того, k_1, k_2, k_3, k_4 являются функциями температуры. Поэтому естественно находить их оценки $y_{k_1}, y_{k_2}, y_{k_3}, y_{k_4}$ как функции температуры и времени регрессионным анализом по данным нормальной эксплуатации. Получаемые уравнения

$$y_{k_i} = b_{i0} + b_{i1} n + b_{i2} \Theta_k \quad (i = 1, 2, 3, 4) \quad (3.7)$$

добавляются к уравнениям (3.3), (3.5) теоретической модели.

Задачная точность вычисления k_1, k_2, k_3, k_4 накладывает ограничения на область изменения n и Θ_k (3.8), которая существенно сужается при коррелированности n и Θ_k .

$$\frac{N}{\beta - 1} [a^{\Theta} (\Theta_k - \bar{\Theta}_k)^2 + 2a^{\Theta n} (\Theta_k - \bar{\Theta}_k) (n - \bar{n}) + a^n (n - \bar{n})^2] \leq 1. \quad (3.8)$$

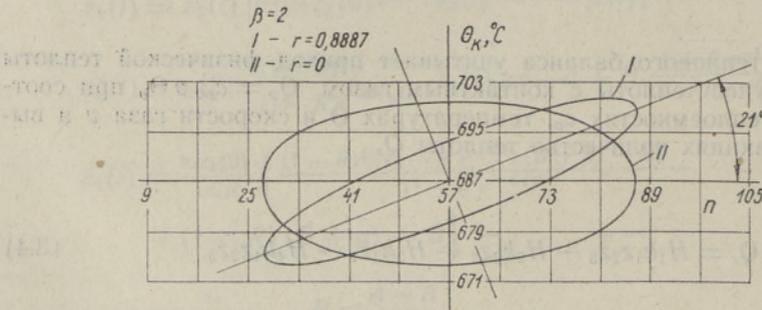


Рис. 2.

График границы области (3.8) для одного из циклов работы катализатора приведен на рис. 2. Условие (3.8) добавляется к (1.1) — (1.7) при решении задачи управления на основе модели M_t .

Справедливы следующие соотношения:

$$\eta_{\Phi} = \frac{z_1(1)}{z_2(0)}, \quad \eta_g = \lambda \eta_{\Phi} v z_2(0), \quad \eta_{\gamma} = \frac{z_2(1)}{z_1(1)},$$

позволяющие использовать M_t в решении задачи (1.1) — (1.7).

ПРИЛОЖЕНИЕ

Модель M_t

Значения коэффициентов скоростей, вычисленные для каждой смены одного цикла катализатора

№	п/п	№ смены	Θ_k				№	п/п	№ смены	Θ_k				
			k_1	k_2	k_3	k_4				k_1	k_2	k_3	k_4	
1	7	661	139,7	65,83	-0,18	32,01	53	64	698	171,5	69,55	3,62	44,89	
2	8	675	162,3	77,58	5,60	38,43	54	65	700	171,2	68,55	0,50	41,96	
3	9	671	159,4	65,62	1,39	30,48	55	66	694	169,5	74,00	2,45	39,93	
4	10	673	189,5	76,76	2,51	42,50	56	67	697	170,7	73,50	3,53	48,68	
5	11	660	179,5	74,26	0,16	40,48	57	68	698	160,3	72,97	2,72	46,78	
6	12	660	165,2	72,22	-1,27	35,74	58	69	694	170,9	73,68	3,80	42,28	
7	13	660	185,2	72,71	-0,43	38,39	59	70	688	156,6	75,54	2,63	47,24	
8	14	659	186,1	73,48	0,51	38,58	60	71	692	185,9	76,00	5,60	42,61	
9	15	658	189,1	89,57	7,40	41,78	61	72	696	158,7	74,50	4,34	43,21	
10	16	658	177,4	73,00	-1,24	40,77	62	73	701	162,3	72,28	3,80	45,08	
11	17	662	181,3	73,39	1,73	41,54	63	74	700	174,6	75,91	4,23	43,38	
12	18	670	188,1	77,95	0,83	36,30	64	75	699	153,5	68,18	2,00	42,83	
13	19	674	183,2	78,20	1,64	39,55	65	76	701	141,3	71,41	0,14	45,17	
14	20	663	174,6	75,82	0,74	37,41	66	77	700	151,3	63,90	2,90	39,42	
15	21	662	174,9	90,14	6,23	39,51	67	78	696	159,5	69,09	5,06	39,51	
16	22	674	176,0	73,89	1,07	37,10	68	79	693	138,6	65,72	2,54	43,95	
17	23	673	210,0	92,76	5,33	43,07	69	80	696	156,2	63,79	3,44	41,07	
18	24	678	184,4	72,16	-0,97	35,59	70	81	695	148,2	63,60	2,27	36,48	
19	25	680	189,9	84,28	8,30	40,68	71	82	702	165,9	71,88	2,63	50,24	
20	26	680	191,4	73,75	-3,22	39,74	72	83	700	185,3	74,92	4,25	48,14	
21	27	682	207,7	78,72	-2,77	43,78	73	84	698	186,4	76,07	1,41	48,41	
22	28	680	195,6	77,59	0,74	41,46	74	85	698	179,0	76,39	3,80	49,35	
23	29	680	200,6	84,78	4,70	40,30	75	86	701	207,4	91,88	7,40	57,18	
24	30	683	227,1	84,40	3,26	49,66	76	87	699	195,4	80,35	2,07	52,17	
25	31	680	206,6	83,15	2,63	44,91	77	88	693	182,0	89,81	9,20	47,60	
26	32	680	206,1	86,82	3,17	43,08	78	89	700	184,4	84,55	5,60	47,19	
27	33	681	197,8	83,32	3,26	43,27	79	90	690	198,3	79,71	2,00	51,54	
28	34	675	182,8	75,77	2,40	41,59	80	91	690	195,4	80,26	3,80	48,32	
29	36	686	201,9	80,45	0,70	46,19	81	92	690	203,5	88,11	6,05	54,92	
30	38	680	200,0	80,81	-0,70	42,40	82	93	694	187,3	84,68	4,70	57,26	
31	39	681	207,7	85,49	4,16	47,87	83	94	697	182,7	85,74	7,40	49,92	
32	40	684	162,4	76,34	5,60	44,84	84	95	697	174,7	75,84	3,80	51,95	
33	41	679	125,8	59,80	2,90	33,06	85	96	697	182,0	83,38	6,14	53,38	
34	42	696	175,9	68,62	0,83	40,36	86	99	699	197,7	80,64	3,80	55,89	
35	43	681	192,3	69,33	-1,06	42,86	87	100	696	190,8	76,13	2,54	56,40	
36	44	679	185,2	77,25	3,21	43,19	88	101	697	190,9	77,47	5,60	53,95	
37	45	698	192,7	80,09	2,54	45,34	89	102	693	179,7	70,41	1,44	49,96	
38	46	684	189,7	77,73	0,27	43,95	90	103	707	159,1	67,09	2,05	47,80	
39	47	685	190,6	82,36	3,53	45,19	91	104	706	167,3	70,71	3,80	47,06	
40	48	683	189,6	81,14	3,80	43,74	92	105	702	180,8	83,65	6,50	58,17	
41	49	683	190,0	82,69	3,80	45,29	93	106	702	169,8	72,23	3,53	50,00	
42	50	683	188,6	79,39	1,82	46,64	94	107	704	169,7	81,45	5,60	50,30	
43	52	691	205,8	80,82	2,72	46,66	95	109	704	144,4	63,70	7,00	46,79	
44	53	687	211,1	85,31	5,60	48,39								
45	54	685	194,2	78,33	3,08	47,48								
46	56	684	182,9	80,37	5,60	45,71								
47	57	687	183,4	78,63	3,51	49,80								
48	58	692	182,1	73,76	3,17	44,31								
49	59	700	109,6	76,46	3,62	34,75								
50	60	694	175,1	81,68	4,34	42,19								
51	62	689	163,3	74,33	4,43	40,15								
52	63	694	161,9	64,91	0,10	39,05								

Коэффициенты корреляции

	k_1	k_2	k_3	k_4
n	-0,1929	-0,1135	-	0,7181
Θ_k	-0,2193	-0,0965	0,3786	0,5654

k_1 и k_2 считаем константными

$$k_1 = 178,6 \pm t \frac{19,77}{\frac{\alpha}{2}, N-1 \sqrt{95}}, \quad k_2 = 75,7 \pm t \frac{6,05}{\frac{\alpha}{2}, N-1 \sqrt{95}}.$$

Уравнения регрессии

$$y_{k_2} = -45,69 + 0,07098 \Theta_k, \quad y_{k_1} = 137,7 + 0,1951n - 0,1521 \Theta_k.$$

Матрица коэффициентов ковариации и обратная к ней матрица

$$A = 10^4 \begin{vmatrix} 8,432 & 3,243 \\ 3,243 & 1,578 \end{vmatrix} \quad A^{-1} = 10^{-4} \begin{vmatrix} 0,5659 & -1,162 \\ -1,162 & 3,022 \end{vmatrix}$$

$$\Theta_s = 120^\circ \text{C}, \quad c_{ps} = 43,2, \quad c_{pv} = 64,8 \text{ дж/моль град}$$

$$H_1 = 156,7 \cdot 10^3, \quad H_2 = -85,33 \cdot 10^3, \quad H_3 = 6,113 \cdot 10^3, \quad H_4 = 676,6 \cdot 10^3 \text{ дж/моль град}$$

$$\xi = 0,2212 \pm t \frac{0,08185}{\frac{\alpha}{2}, N-1 \sqrt{95}}, \quad \lambda = 2,335.$$

ЛИТЕРАТУРА

1. Понтрягин Л. С., Болтянский В. Г., Гамкрелидзе Р. В., Мищенко Е., Математическая теория оптимальных процессов, М., 1961.
2. Williams E. J., Regression analysis, New York, John Wiley, 1959.
3. Yamauchi S., J. Soc. Org. Synth. Chem. Japan, 18, No. 6, 592—601 (1960).
4. Handbook of Chemistry and Physics, 37-th ed., Ed. in chief Ch. D. Hodgman, Chemical Rubber Publishing Co., 1955.

Институт кибернетики
Академии наук Эстонской ССР

Поступила в редакцию
16/IV 1965

R. TAVAST, Ü. JAAKSOO

FORMALDEHÜÜDI TOOTMISPROTSESSI OPTIMAALNE JUHTIMINE. I

Formuleeritakse kvaasistatsionaarse katalüütilise protsessi juhtimisülesanne. Koostatakse protsessi empiiriline ja teoreetiline mudel ning esitatakse nende täpsuse hindamise meetoodika.

R. TAVAST, Ü. JAAKSOO

THE OPTIMAL CONTROL OF PRODUCTION OF FORMALDEHYDE FROM METHANOL. I

The first part of the paper deals with formulation of the optimal control problem of a quasistationary catalytic process. Empiric and theoretic models of the process are constructed and the methods for estimating of their adequate accuracy are given.